

ДОЛГАНОВ АНДРЕЙ ВИКТОРОВИЧ

**АНАЛИТИЧЕСКОЕ ПРОЕКТИРОВАНИЕ
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ В НЕФТЕХИМИИ**

Специальность: 05.13.01 – системный анализ, управление и обработка информации

Автореферат
диссертации на соискание ученой степени
кандидата технических наук



Казань – 2009

Работа выполнена в Казанском государственном технологическом университете

Научный руководитель: доктор технических наук, профессор
Елизаров Виктор Иванович

Официальные оппоненты: доктор технических наук, профессор
Сиразетдинов Талгат Касимович

доктор технических наук, профессор
Байрамов Фарид Давлетович

Ведущая организация: Казанский государственный
энергетический университет

Защита состоится «19» июня 2009 года в 14 часов на заседании диссертационного совета Д 212.079.01 в Казанском государственном технологическом университете им. А.Н. Туполева по адресу: 420111, г. Казань, ул. К. Маркса, 10.

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке Казанского государственного технологического университета им. А.Н. Туполева по адресу: 420111, г. Казань, ул. К. Маркса, 10.

С авторефератом можно ознакомиться на сайте Казанского государственного технологического университета им. А.Н. Туполева www.kai.ru.

Автореферат разослан 16 мая 2009 г.

НАУЧНАЯ БИБЛИОТЕКА КГУ



0000547825

Ученый секретарь диссертационного совета,
доктор физико-математических наук,
профессор

П.Г. Данилаев

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОТЫ

Актуальность темы. В соответствии с поручением Правительства Российской Федерации от 19.01.2005 г. № АЖ-П9-188 "О проектах стратегий развития отдельных отраслей" Министерством промышленности и энергетики разработан "Проект стратегии развития химической и нефтехимической промышленности России на период до 2015 года". Согласно проекту развитие химической и нефтехимической промышленности возможно лишь в случае реализации инновационного подхода, в рамках которого предусмотрено выполнение следующих мероприятий: повышение технико-экономического уровня производств за счет реконструкции, модернизации и нового строительства; снижение расходов сырьевых, топливно-энергетических и трудовых ресурсов на производство химической и нефтехимической продукции; максимальное внедрение результатов отечественных разработок и использование новейшего оборудования отечественных машиностроительных предприятий при реконструкции, техническом перевооружении и строительстве новых производств.

Неотъемлемой составляющей реализации перечисленных мероприятий является проведение проектных работ. Выполнение данных мероприятий непосредственно связано с решением задач проектирования технологических процессов и аппаратов. При этом широко используется методология системного анализа, с применением которой успешно решаются задачи анализа, оптимизации и синтеза новых и реконструируемых технологий. Стремление добиться максимальной эффективности функционирования химико-технологических процессов, характеризующихся множеством показателей, требований технического задания (ТЗ), технических условий (ТУ) и регламентов, которые обычно задаются в виде ограничений на показатели функционирования, приводит, как правило, к решению многокритериальных задач проектирования.

Рассмотрению вопросов решения многокритериальных задач проектирования посвящено множество работ, особое место среди которых занимают исследования ученых Кафарова В.В., Дьяконова С.Г., Сиразетдинова Т.К., Богомолова А.И., Дегтярева Г.Л., Куршева В.Н., Островского Г.М., Дворецкого С.И., Елизарова В.И. и др.

При решении многокритериальной задачи определяется стратегия, удовлетворяющая системе ограничений. Создание методов решения многокритериальных задач проектирования и расчета технологических аппаратов и систем является актуальной задачей, построение решения которой целесообразно проводить путем математического моделирования. Задача проектирования существенно усложняется для непрерывных процессов, описываемых дифференциальными уравнениями и системой интегральных ограничений в форме неравенств. Для решения таких задач используют методы вариационного исчисления, нелинейного программирования, обладающие известными недостатками. Поэтому актуальна разработка более совершенных методов решения многокритериальных задач проектирования.

Цель работы: разработка методов решения многокритериальных задач проектирования технологических процессов, описываемых обыкновенными дифференциальными уравнениями при ограничениях на интегральные показатели качества заданных в виде неравенств.

Задачи исследования.

1. Разработка метода, алгоритма решения многокритериальных задач проектирования и управления технологическими процессами по условиям удовлетворительного функционирования, сформированных требованиями ТЗ и ТУ в виде ограничений (неравенств) на показатели процесса.

2. Разработка метода и алгоритма аналитического конструирования регуляторов в многокритериальных процессах управления линейными системами при ограни-

чениях на интегральные квадратичные отклонения фазовых координат и управления, заданных в форме неравенств.

3. Применение разработанных методов и алгоритмов в задачах проектирования технологических процессов нефтепереработки и нефтехимии.

Методы исследования. Для решения поставленных задач в работе использовались: методология решения задач аналитического проектирования, методы математического моделирования промышленных аппаратов, теории принятия решений, нелинейного и динамического программирования.

Научная новизна.

1. Сформулирована многокритериальная задача проектирования и управления, разработаны методы и алгоритмы проектирования технологических процессов по условиям удовлетворительного функционирования (работоспособности), заданных в виде требований ТЗ и ТУ.

2. Для решения многокритериальной задачи проектирования (управления) технологических процессов разработан метод, основанный на методологии аналитического проектирования, теории динамического программирования и функций Ляпунова. Получено функциональное уравнение в многокритериальных задачах синтеза аналогичное уравнению Беллмана в теории динамического программирования. Разработан алгоритм приближенного решения задачи проектирования.

3. Разработан метод аналитического конструирования регуляторов в многокритериальных процессах управления линейными системами при ограничениях на интегральные квадратичные отклонения фазовых координат и управления, заданных в форме неравенств.

Достоверность результатов работы. Достоверность математических моделей и методов в задачах проектирования технологических процессов по условиям удовлетворительного функционирования (работоспособности) подтверждается результатами экспериментальных исследований, применением законов сохранения массы и тепла.

Практическая ценность.

1. Предложенные методы и алгоритмы решения многокритериальной задачи управления и проектирования позволяют определять конструктивные и технологические параметры, область изменения характеристик сырья на стадии предпроектной разработки технологических аппаратов и систем.

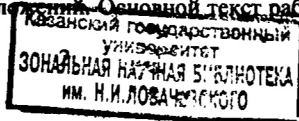
2. Разработан алгоритм проектирования трубчатых химических реакторов. На основе разработанного метода решена многокритериальная задача проектирования трубчатого химического реактора для проведения процесса синтеза эфиров.

3. Построена аналитическая конструкция пропорционального регулятора уровня жидкости в кубе ректификационной колонны.

Апробация работы. Основные результаты работы обсуждались на: Международной научной конференции “Математические методы в технике и технологиях” (Саратов, 2008), X Международном семинаре “Устойчивость и колебания нелинейных систем управления” имени Е.С. Пятницкого (Москва, 2008), X Международной конференции “Устойчивость, управление и динамика твердого тела” (Донецк, 2008), Всероссийском семинаре “Аналитическая механика, устойчивость и управление движением”, посвященного столетию Кузьмина П.А. (Казань, 2008).

Публикация результатов работы. По теме диссертации опубликовано 8 печатных работ. Среди них 4 статьи, опубликованных в журналах, входящих в перечень ВАК, 4 – в материалах конференций.

Структура и объем работы. Работа состоит из введения, четырех глав, заключения, списка литературы и приложений. Основной текст работы изложен на 153



страницах машинописного текста, содержит 21 рисунок, 5 таблиц. Список использованных источников включает 167 наименований.

СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

В первой главе проведен анализ существующих подходов к проектированию технологических процессов. Приведены характеристики и показатели функционирования сложных технологических систем. Сформулирована многокритериальная задача управления и проектирования. Анализируются методы и алгоритмы решения многокритериальных задач синтеза технических систем. Показана актуальность многокритериальной задачи управления и проектирования технологических аппаратов и систем по требованиям ТЗ на проектирование.

Во второй главе приводится применение метода динамического программирования для решения многокритериальной задачи управления и проектирования технологических процессов. Удовлетворительное функционирование процесса характеризуется совокупностью ограничений на показатели эффективности, заданные в виде функционалов.

Рассматривается управляемый процесс, описываемый системой дифференциальных уравнений:

$$\dot{x} = f(x, u, t), \quad x(t_0) = x_0, \quad t_0 \in [0, T], \quad (1)$$

где t — время ($t \in [t_0, T]$); $x = (x_1, x_2, \dots, x_n) \in X$ — n -мерный вектор фазовых координат процесса; $u = (u_1, u_2, \dots, u_r) \in U$ — r -мерный вектор управления процессом; t_0, T — соответственно начальный и конечный момент времени; $x_0 \in X$ — n -мерный вектор начального состояния процесса. $f = (f_1, f_2, \dots, f_n)$. Составляющие f_1, f_2, \dots, f_n вектор-функции f предполагаются непрерывными и непрерывно-дифференцируемыми по всей совокупности своих аргументов.

Начальное состояние $x_0 \in X$ и управление $u \in U$ в соответствии с уравнением (1) задают определенную фазовую траекторию процесса $x(t)$. На множестве управлений u и траекторий $x(t)$ заданы функционалы:

$$J_k(u, \tau) = \int_{\tau}^T F_k(x, u, t) dt + \beta_k(T, x(T)), \quad k = 1, 2, \dots, m; \quad \tau \in [t_0, T], \quad (2)$$

где функции $F_k(x, u, t)$ являются непрерывными функциями своих аргументов, а каждый из функционалов $J_k[u, \tau]$, ($k = 1, 2, \dots, m$) характеризует процесс и имеет смысл конкретного технического или технико-экономического показателя.

На функционалы $J_k[u, \tau]$, ($k = 1, 2, \dots, m$) наложены ограничения типа неравенств:

$$a_k \leq J_k[u, \tau] \leq A_k, \quad k = 1, 2, \dots, m; \quad \tau \in [t_0, T], \quad (3)$$

где a_k, A_k — заданные предельно допустимые значения функционалов.

Условия (3) определяют удовлетворительное функционирование системы и называются условиями функционирования.

Задача проектирования ставится следующим образом: требуется построить такое управление u процессом (1), при котором значения функционалов $J_k[u, \tau]$, ($k = 1, 2, \dots, m$) укладывается в допустимой области, определяемой неравенствами (3).

$$\text{Введем обозначения: } h_k(x, u, t) = \frac{1}{A_k - a_k} \cdot \left[\frac{A_k - \beta_k(T, x(T))}{T - t} - F_k(x, u, t) \right],$$

$$h_{m+k}(x, u, t) = \frac{1}{A_k - a_k} \left[F_k(x, u, t) + \frac{\beta_k(T, x(T)) - a_k}{T - \tau} \right], \quad \gamma'_k(u, \tau) = \int_{\tau}^T h_k(x, u, t) dt, \\ \gamma_{m+k}^*(u, \tau) = \int_{\tau}^T h_{m+k}(x, u, t) dt, \quad k = 1, 2, \dots, m. \quad S(x_{\tau}, \tau) = \min_{u \in U} \max_{k \in \{1, 2, \dots, 2m\}} \gamma_k(u, \tau). \quad (4)$$

Если выполняются условия (3), то $0 \leq \gamma'_k(u, \tau) \leq 1$, $0 \leq \gamma_{m+k}^*(u, \tau) \leq 1$. Эти неравенства и условия (3) эквивалентны и могут заменять друг друга. Вместо условий (3) применяются условия $\gamma_k(u, \tau) \leq 1$, $k = 1, 2, \dots, 2m$. (5)

Условие существования решения задачи дает следующая теорема: условие $S(x_{\tau}, \tau) = \min_{u \in U} \max_{k \in \{1, 2, \dots, 2m\}} \gamma_k(u, \tau) \leq 1$ является необходимым и достаточным условием существования решения задачи.

Получим уравнение для определения функции $S(x, t)$. Пусть существует функция $S(x, t) = \min_{u \in U} \max_{k \in \{1, 2, \dots, 2m\}} \int_t^T h_k(x, u, \theta) d\theta$. Разобьем интервал времени $[t, T]$ на два подинтервала $[t, t + \Delta t]$, $[t + \Delta t, T]$. Считаем, что на этих подинтервалах индекс k принимает постоянные значения.

Тогда выражение для определения функции $S(x, t)$ принимает вид

$$S(x, t) = \min_{\substack{u \in U \\ t \leq \tau \leq T}} \max_{k \in \{1, 2, \dots, 2m\}} \left[\int_t^{t+\Delta t} h_k(x, u, \theta) d\theta + \int_{t+\Delta t}^T h_k(x, u, \theta) d\theta \right] = \min_{\substack{u \in U \\ t \leq \tau \leq t+\Delta t}} \max_{k \in \{1, 2, \dots, 2m\}} \left[\int_t^{t+\Delta t} h_k(x, u, \theta) d\theta + S(x + \Delta x, t + \Delta t) \right],$$

где $S(x + \Delta x, t + \Delta t) = \min_{\substack{u \in U \\ t+\Delta t \leq \tau \leq T}} \max_{k \in \{1, 2, \dots, 2m\}} \int_{t+\Delta t}^T h_k(x, u, \theta) d\theta$ — значение минимакса при управлении $u(x, t^*)$ на интервале $[t + \Delta t, T]$.

Введем $S(x, t)$ под знак \min , разделим выражение на Δt , применяя теорему о среднем значении интеграла и, переходя к пределу при $\Delta t \rightarrow 0$, приходим к уравнению

$$\min_u \left(\max_{k \in \{1, 2, \dots, 2m\}} h_k(x, u, t) + \frac{dS}{dt} \right) = \left(\max_{k \in \{1, 2, \dots, 2m\}} h_k(x, u, t) + \frac{dS}{dt} \right) \bigg|_{u_0} = 0. \quad (6)$$

Здесь $\frac{dS}{dt} = \frac{\partial S}{\partial t} + \sum_{i=1}^n \frac{\partial S}{\partial x_i} f_i(x, u, t)$ — производная функции $S(x, t)$, составленная в силу уравнений (1). Уравнение (6) запишется в виде

$$-\frac{\partial S}{\partial t} = \min_u \left[\max_{k \in \{1, 2, \dots, 2m\}} h_k(x, u, t) + \sum_{i=1}^n \frac{\partial S}{\partial x_i} f_i(x, u, t) \right].$$

Функция $S(x, t)$ в конце процесса $t = T$ удовлетворяет условию $S(x, T) = 0$. Минимизация по u левой части выражения (6) определяет структуру управления $u_0(x, t)$. Используя это управление $u_0(x, t)$ в правой части уравнения (6) и, решая его, найдем зависимость $S(x, t)$. В момент времени $t = \tau \in [t_0, T]$ проверяем условие

$$S(x_{\tau}, \tau) \leq 1. \quad (7)$$

Если оно выполняется, то решение поставленной задачи существует и найденное управление $u_0(x, t)$ является, по крайней мере, одним из ее решений. Если же данное неравенство нарушается, то решение задачи не существует.

Предлагается следующий алгоритм решения задачи проектирования:

1. Интервал времени $[0, T]$ разбивается на n равных частей, и вводятся моменты времени: $t_0 = 0$; $t_1 = T/n$; $t_2 = 2 \cdot T/n$; ...; $t_s = s \cdot T/n$; $t_n = T$.

2. В каждом интервале времени $[t_s, t_{s+1}]$ управление и процессом строится методом последовательных приближений с момента $t_n = T$ по обратному времени, т.е. в направлении убывания $t \rightarrow t_0$.

3. В момент времени $t_n = T$ условия функционирования системы (3) записываются в виде

$$a_k \leq \beta_k(T, x(T)) \leq A_k, \quad k = 1, 2, \dots, m \quad (8)$$

и характеризуют условия попадания траектории в заданную конечную область фазовых координат процесса. Из заданной конечной области, удовлетворяя неравенствам (8), выбираются значения фазовых координат $x(T) = x_T$.

4. На отрезке времени $\Delta t = t_n - t_{n-1}$ задается первое приближение управления $u^{(1)}(x, t)$.

5. С управлением $u^{(1)}(x, t)$ при конечных условиях $x(T) = x_T$ интегрируются уравнения (1) на отрезке времени $\Delta t = t_n - t_{n-1}$, вычисляются значения функций $x(t)$ и $h_k(x, u^{(1)}, t)$, $t \in [t_n, t_{n-1}]$, ($k = 1, 2, \dots, 2m$) и выбирается $\max_{k \in [1, 2, \dots, 2m]} h_k(x, u^{(1)}, t)$. Считаем, что значение индекса k на интервале $\Delta t = t_n - t_{n-1}$ не меняется.

6. На основе первого приближения управления $u^{(1)}(x, t)$ находится первое приближение функции $S^{(1)}(x, t)$, $t \in [t_n, t_{n-1}]$ из уравнения

$$K(u) = \left(\max_{k \in [1, 2, \dots, 2m]} h_k(x, u, t) + \frac{dS^{(1)}}{dt} \right) \bigg|_{u=u^{(1)}} = 0, \quad (9)$$

где $dS^{(1)}/dt$ – полная производная функции $S^{(1)}(x, t)$.

7. Составляется выражение $K = \max_{k \in [1, 2, \dots, 2m]} h_k(x, u, t) + \frac{dS^{(1)}}{dt}$ и вычисляется первая производная при $u = u^{(1)}(x, t)$ $\frac{\partial K}{\partial u} = \frac{\partial}{\partial u} \left(\max_{k \in [1, 2, \dots, 2m]} h_k(x, u, t) + \frac{dS^{(1)}}{dt} \right) \bigg|_{u=u^{(1)}}$.

8. Если первая производная $\partial K / \partial u$ при управлении $u = u^{(1)}$ обращается в нуль $\partial K / \partial u|_{u^{(1)}} = 0$ и $\partial^2 K / \partial u^2 > 0$, то управление $u^{(1)}$ доставляет минимум выражению $K(u)$ на отрезке времени $\Delta t = t_n - t_{n-1}$. В этом случае на данном отрезке времени управление $u^{(1)}(x, t)$ построено и переходим к определению управления на следующем интервале времени $\Delta t = t_{n-1} - t_{n-2}$ по алгоритму, начиная с п. 4. На данном интервале времени Δt при интегрировании уравнений (1) начальными условиями для них являются значения фазовых координат $x(t_{n-1})$, полученные при решении задачи на предыдущем интервале времени. В качестве первого приближения управления $u^{(1)}$ на интервале времени $\Delta t = t_{n-1} - t_{n-2}$ можно принять управление на предыдущем интервале $\Delta t = t_n - t_{n-1}$.

9. Если же первая производная $\partial K / \partial u$ при управлении $u = u^{(1)}$ на интервале

$\Delta t = t_n - t_{n-1}$ имеет ненулевое значение, то определяется ее знак.

10. В зависимости от знака производной $\partial K / \partial u|_{u=u^{(i)}}$ определяется направление спуска к минимуму $K(u)$. Если $\partial K / \partial u|_{u=u^{(i)}} > 0$, то следующее приближение управления $u^{(2)}$ определяется по алгоритму $u^{(2)} = u^{(i)} - \varepsilon \cdot \partial K / \partial u|_{u^{(i)}}$. При $\partial K / \partial u|_{u=u^{(i)}} < 0$, по алгоритму $u^{(2)} = u^{(i)} + \varepsilon \cdot \partial K / \partial u|_{u^{(i)}}$, где ε – величина шага спуска.

11. С управлением $u^{(2)}(x, t)$ повторим расчет по алгоритму, начиная с п.5. Процесс последовательных приближений на каждом интервале времени $[t_i, t_{i+1}]$ продолжается до тех пор, пока не будет найдено такое управление $u^{(n)}(x, t)$, при котором производная $\partial K / \partial u|_{u=u^{(n)}}$ обратится в нуль.

12. В момент времени $t \in [t_0, T]$ проверяется условие $S(x, \tau) \leq 1$. Если это условие выполняется, то управление $u^{(n)}(x, t)$ при любом $t \in [t, T]$ является решением минимаксной задачи и одним из решений задачи аналитического проектирования. Если данное условие не выполняется, то $u^{(n)}$ – решение минимаксной задачи, однако решением задачи аналитического проектирования оно не является.

13. При $\tau = t_0$ значения фазовых координат заданы в виде начальных условий (1) $x_i(t_0) = x_{i0}$, ($i = 1, 2, \dots, n$).

На последнем интервале времени, в начале процесса $[t_0, t_1]$, уравнения (1) интегрируются при конечном условии $x_i(t_1)$. В результате интегрирования получаем $x_i(t_0) = x_i^0$, которые сравниваются с заданными начальными условиями x_{i0}

$$\sum_{i=1}^n |x_{i0} - x_i^0| \leq \delta, \quad (10)$$

где δ – допустимая погрешность решения.

При нарушении этого неравенства решение задачи повторяется по алгоритму, начиная с п.3. Из заданной области конечных условий (8) одним из методов программирования выбираются новые значения $x_i(T)$, которые минимизируют выражение

$$\sum_{i=1}^n |x_{i0} - x_i^0| \rightarrow \min. \quad (11)$$

В случае, когда для всех значений $x_i(T)$, удовлетворяющих неравенствам (8) не удастся выполнить требование (10), то при заданных начальных x_{i0} (1) и конечных (8) условиях решение минимаксной задачи и задачи аналитического проектирования не существует. Тогда следует скорректировать условия задачи до получения ее решения.

14. По рассмотренному алгоритму можно построить решение минимаксной задачи и, если оно удовлетворяет условию $S(x, \tau) \leq 1$, то является решением задачи аналитического проектирования.

Рассматривается применение метода последовательного перебора функционалов для решения задачи проектирования. Порядок решения задачи предлагается следующим. Управление u_{i0} определяется из условия минимума любого из $2m$ функ-

ционалов, например $\gamma_i[u]$. Для определения управления u_{10} в соответствии с (6) составляется выражение:

$$\min_{u \in U} \gamma_i[u] = \min_{u \in U} \left[h_i(x, u, t) + \frac{dS_i}{dt} \right] = 0, \quad (12)$$

где dS_i/dt — полная производная функции $S_i(x, t)$, составленная в силу уравнений (1).

Из условия (12) определяется $u_{10}(x, t, S_i)$. Функция $S_i(x, t)$ определяется из уравнения (6) при $u = u_{10}$. При управлении u_{10} проверяется условие:

$$S_i(x_0, t_0) = \min_{u \in U} \gamma_i[u] \leq 1. \quad (13)$$

Если это условие выполняется, то u_{10} удовлетворяет одному из неравенств (5).

Используя решение первой вариационной задачи u_{10} , вычислим значения всех остальных функционалов $\gamma_k[u_{10}]$ ($k = 2, 3, \dots, 2m$). Если значения всех функционалов $\gamma_k[u_{10}]$ ($k = 2, 3, \dots, 2m$) удовлетворяют условию $\gamma_k[u_{10}] \leq \gamma_i[u_{10}]$, $k = 2, 3, \dots, 2m$, то u_{10} — решение минимаксной задачи и задачи управления.

Если условие (13) не выполняется, тогда решается следующая вариационная задача минимизации функционала, например $\gamma_2[u]$.

В случае, когда среди функционалов $\gamma_k[u_{10}]$ ($k = 2, 3, \dots, 2m$) оказался функционал, например $\gamma_3[u_{10}]$, одинаковый с $\gamma_i[u_{10}]$, тогда решается вариационная задача минимизации $\gamma_i[u]$ при изопериметрической связи: $\gamma_i[u] = \gamma_3[u]$.

Процесс последовательного перебора вариационных задач продолжается пока не найдется хотя бы одно решение, которое удовлетворяет условию $S(x_0, t_0) \leq 1$.

В третьей главе проводится анализ и проектирование технологического процесса синтеза эфиров в трубчатом реакторе.

Производительность реактора определяется выходом эфиров, который зависит от степени превращения исходных реагентов. Степень превращения изоамиленов и пипериленов в свою очередь, определяется концентрацией катализатора, технологическими параметрами процесса: температурой и расходом подаваемого теплоносителя и исходной реакционной смеси, временем пребывания реагентов в зоне реакции, а при заданной скорости движения реагентов длиной труб реактора. Значения данных параметров обычно устанавливаются в результате экспериментальных исследований процесса на лабораторных и пилотных установках.

При реакции выделяется тепло, которое идет на разогрев реакционной массы. Для предотвращения роста температуры в зоне реакции, выделяющееся в ходе реакции тепло отводится подаваемым в межтрубное пространство реактора теплоносителем.

Система дифференциальных уравнений, описывающих скорости протекания реакций без учета влияния обратных процессов имеет вид:

$$\left. \begin{aligned} \frac{dx_1}{dt} &= -\frac{S_{ca}}{W} \cdot x_{\kappa} \cdot k_1 \cdot x_1, & \frac{dx_2}{dt} &= -\frac{S_{ca}}{W} \cdot x_{\kappa} \cdot (k_2 \cdot x_2 - k_3 \cdot x_1), \\ \frac{dx_3}{dt} &= -\frac{S_{ca}}{W} \cdot x_{\kappa} \cdot x_3 \cdot (k_5 + k_7), & \frac{dx_4}{dt} &= -\frac{S_{ca}}{W} \cdot x_{\kappa} \cdot x_4 \cdot (k_6 + k_7), \end{aligned} \right\} \quad (14)$$

$$\left. \begin{aligned} \frac{dx_5}{dt} &= \frac{S_{ca}}{W} \cdot x_{\kappa} \cdot (k_4 \cdot x_1 + k_2 \cdot x_2), & \frac{dx_6}{dt} &= \frac{S_{ca}}{W} \cdot x_{\kappa} \cdot (k_3 \cdot x_3 + k_6 \cdot x_4 - k_7 \cdot x_6), \\ \frac{dx_7}{dt} &= \frac{S_{ca}}{W} \cdot x_{\kappa} \cdot k_7 \cdot x_6, & \frac{dx_8}{dt} &= -\frac{S_{ca}}{W} \cdot x_{\kappa} \cdot (k_4 \cdot x_1 + k_2 \cdot x_2 + k_5 \cdot x_3 + k_6 \cdot x_4 - k_7 \cdot x_6), \end{aligned} \right\} \quad (15)$$

где x_i ($i = 1, 2, \dots, 8$) – объемная мольная концентрация компонентов [моль/л] соответственно, изоамиленов: x_1 – 2-метил-1-бутена, x_2 – 2-метил-2-бутена; пипериленов: x_3 – 1-транс-3-пентадиена, x_4 – 1-цис-3-пентадиена; x_5 – метил-третамилевого эфира (МТАЭ); x_6 – метил-вторамиленового эфира (МВАЭ); x_7 – димеров пиперилена; x_8 – метанола; x_c – катализатора; k_i ($i = 1, 2, \dots, 7$) – константы скорости реакций, описываемые уравнением Аррениуса $k_i = k_{0i} \cdot \exp(-E_i/RT)$, где k_{0i} – предэкспоненциальный множитель; E_i – энергия активации компонентов, вступающих в реакцию, [Дж/моль]; R – универсальная газовая постоянная, [Дж/(моль·°C)]; T – температура реакционной смеси, [K].

Начальные концентрации компонентов на входе реактора при $l = l_0$ заданы:

$$x_1 = x_{10}, x_2 = x_{20}, x_3 = x_{30}, x_4 = x_{40}, x_5 = x_6 = x_7 = 0, x_8 = x_{80}. \quad (16)$$

Изменение температуры по высоте реактора без отвода тепла примет вид

$$\frac{dT}{dl} = \left(\frac{dx_1}{dl} + \frac{dx_2}{dl} \right) \cdot \frac{\Delta H_1}{c_p^{cm}} + \left(\frac{dx_3}{dl} + \frac{dx_4}{dl} \right) \cdot \frac{\Delta H_2}{c_p^{cm}}, \quad T(l) = T_0 \text{ при } l = 0. \quad (17)$$

Изменение температуры теплоносителя

$$\frac{dT_T}{dl} = k \cdot (T - T_T) \cdot \frac{N \cdot \pi \cdot d}{G_T \cdot c_T}, \quad T_T(l=0) = T_{T0}. \quad (18)$$

где G_T – расход теплоносителя, [м³/ч]; c_T – удельная теплоемкость теплоносителя, [Дж/кг], W – объемный расход реакционной смеси, [м³/ч]; c_p^{cm} – изобарная теплоемкость смеси, [Дж/м³], $c_p^{cm} = \sum_i c_p^i \cdot x_i$; c_p^i – изобарная теплоемкость i -го компонента, [Дж/моль]; x_i – концентрация i -го компонента, [моль/м³]; T – температура реакционной смеси, °C; T_T – температура теплоносителя, °C; ΔH_1 , ΔH_2 – тепловой эффект реакций, соответственно, для изоамиленов и пипериленов, [Дж/моль]; k – коэффициент теплопередачи от реакционной массы к теплоносителю через стенки трубки, [Вт/(м²·°K)]; d – диаметр трубки, [м]; N – количество трубок.

Интегрируя уравнения (14) по длине реактора в интервале от l_0 до L и разделив их на значения x_{i0} ($i = 1, 2, 3, 4$), получим степень превращения изоамиленов и пипериленов:

$$\begin{aligned} \varphi_1 &= \frac{x_{10} - x_{1L}}{x_{10}} = \int_{l_0}^L \frac{S_{ca} \cdot x_k}{W \cdot x_{10}} \cdot k_1 \cdot x_1 \cdot dl, & \varphi_2 &= \frac{x_{20} - x_{2L}}{x_{20}} = \int_{l_0}^L \frac{S_{ca} \cdot x_k}{W \cdot x_{20}} \cdot (k_2 \cdot x_2 - k_3 \cdot x_1) \cdot dl, \\ \varphi_3 &= \frac{x_{30} - x_{3L}}{x_{30}} = \int_{l_0}^L \frac{S_{ca} \cdot x_k}{W \cdot x_{30}} \cdot (k_5 + k_7) \cdot x_3 \cdot dl, & \varphi_4 &= \frac{x_{40} - x_{4L}}{x_{40}} = \int_{l_0}^L \frac{S_{ca} \cdot x_k}{W \cdot x_{40}} \cdot (k_6 + k_7) \cdot x_4 \cdot dl, \end{aligned} \quad (19)$$

где x_{iL} ($i = 1, 2, 3, 4$) – концентрации изоамиленов и пипериленов на выходе из реактора при $l = L$.

Проектируемыми параметрами процесса синтеза эфиров в трубчатом реакторе являются: конструктивные параметры реактора (высота L , диаметр d и количество N труб), изменение температуры в зоне реакции по длине $T(l)$, температура исходной смеси на входе реактора T_0 , теплоносителя T_{T0} и расход теплоносителя G_T на входе в межтрубное пространство реактора. Расход сходящей смеси на входе в реак-

тор задан $W = W_0$. Требуется определить вектор проектируемых параметров $u = (T_0, T(l), T_{T0}, G_T, L, N, d) \in U$, обеспечивающий степень превращения изоамиленов и пипериленов (19) в эфиры не ниже заданных значений φ_{i0} и удовлетворяющий неравенствам

$$\varphi_i(x_i, u) \geq \varphi_{i0}, \quad (i = 1, 2, 3, 4), \quad (20)$$

при ограничении на изменение температуры реакционной массы $T_l \leq T(l) \leq T_2$, где T_2 – предельно допустимая температура в зоне реакции, T_l – нижняя граница изменения температуры. Необходимая степень превращения φ_{i0} ($i = 1, 2, 3, 4$) при заданных начальных значениях x_{i0} определяется концентрацией x_{iL} ($i = 1, 2, 3, 4$) на выходе из реактора.

Поскольку концентрации компонентов x_{iL} ($i = 1, 2, 3, 4$) на выходе из реактора изменяются в диапазоне $0 \leq x_{iL} \leq x_{i0}$, то их степень превращения φ_i ($i = 1, 2, 3, 4$) удовлетворяет двухсторонним неравенствам $0 \leq \varphi_i \leq 1$, которые эквивалентны односторонним. Если $\varphi_i \geq 0$, то выполняются неравенства $\varphi_i \leq 1$ ($i = 1, 2, 3, 4$) и наоборот.

Тогда необходимое и достаточное условие существования решения задачи запишется в виде

$$S(x, l) = \min_{u \in U} \max_{i \in [1, 2, 3, 4]} \varphi_i(x, u) = \min_{u \in U} \max_{i \in [1, 2, 3, 4]} \int_{l_0}^l h_i(x, u, l) dl \leq 1, \quad (21)$$

где $h_i(x, u, l)$ ($i = 1, 2, 3, 4$) – подынтегральные функции в выражениях (19).

Для определения вектора проектируемых параметров $u \in U$, применяя метод динамического программирования изложенный в предыдущей главе, получено уравнение, которое имеет вид:

$$\min_{u \in U} \left(\max_{i \in [1, 2, 3, 4]} h_i(x, u, l) + \frac{dS}{dl} \right) = \left(\max_{i \in [1, 2, 3, 4]} h_i(x, u, l) + \frac{dS}{dl} \right) \Big|_{l=l_0} = 0, \quad (22)$$

где dS/dl – полная производная функции $S(x, l)$, составленная в силу уравнений (14).

Минимизация по u левой части уравнения (22) определяет структуру вектора u_0 , а решение правой части уравнения дает зависимость $S(x, l)$. При $l = l_0$ проверяется условие $S(x_0, l_0) \leq 1$. Если оно выполняется, то решение задачи u_0 существует. Если же данное неравенство нарушается, то решение задачи не существует.

Решение задачи проводится в два этапа. Сначала на основе уравнений (14), (16) определим температуру исходных реагентов на входе реактора T_0 , распределение температуры в зоне реакции $T(l)$ и длину труб реактора L . Затем решается задача определения технологических параметров теплоносителя и конструктивных параметров реактора.

Распределение температуры в зоне реакции $T(l)$ определяется по рассмотренному в предыдущей главе алгоритму. При этом задается длина труб реактора L . Длину труб $[l_0, L]$ разделим на n равных частей: $l_0 = 0$; $l_1 = L/n$; $l_2 = 2 \cdot L/n$; ...; $l_s = s \cdot L/n$; $l_n = L$. На каждом отрезке длины $[l_s, l_{s+1}]$ температуру считаем постоянной $T_s = const$, ее определение проводим методом последовательных приближений, начиная с $l_n = L$ в направлении убывания $l \rightarrow l_0$. При $l_n = L$ концентрации компонентов выбираются при заданной степени превращения φ_{i0} ($i = 1, 2, 3, 4$) в виде $x_{iL} = x_{i0} \cdot (1 - \varphi_{i0})$ ($i = 1, 2, 3, 4$).

По рассмотренному алгоритму проведено моделирование процесса синтеза эфиров в трубчатом реакторе при заданной степени превращения изоамиленов и пипериленов. Расчет проводился при следующих исходных данных в одной трубке: расход реакционной смеси $W = 0.767$ кг/ч; концентрация изоамиленов и пипериленов [моль/л] на входе в реактор: $x_{10} = 0.06437$, $x_{20} = 0.39743$, $x_{30} = 1.46533$, $x_{40} = 2.20507$, концентрация метанола $x_8 = 1.31334$; диаметр труб реактора $d = 0.025$ м; свободное сечение слоя катализатора $S_{ca} = 0.000221$ м²; тепловой эффект реакции $\Delta H_1 = 12.7$ ккал/моль, $\Delta H_2 = 10.6$ ккал/моль; константы скорости реакций:

$$k_{01} = e^{26.79}, E_1/R = 9722.54; \quad k_{02} = e^{29.19}, E_2/R = 10986.85; \quad k_{03} = e^{29.05}, E_3/R = 10925.99; \\ k_{04} = e^{23.05}, E_4/R = 9241.97; \quad k_{05} = e^{24.44}, E_5/R = 9712.30; \quad k_{06} = e^{23.12}, E_6/R = 9888.56; \\ k_{07} = e^{26.96}, E_7/R = 11431.82.$$

Ограничения на степень превращения компонентов $0.99 \leq \varphi_1 \leq 1$; $0.8 \leq \varphi_2 \leq 1$; $0.5 \leq \varphi_3 \leq 1$; $0.15 \leq \varphi_4 \leq 1$.

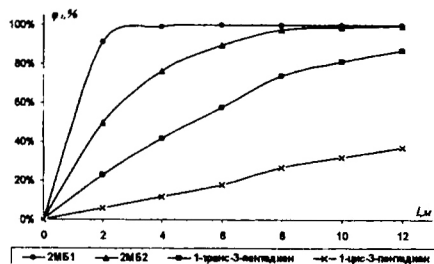


Рис. 1. Зависимость степени превращения реагентов от высоты реактора.

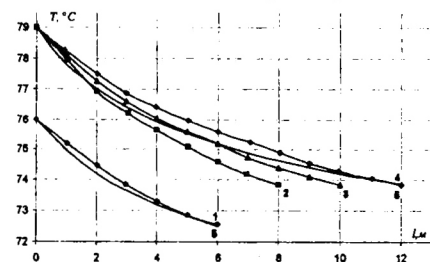


Рис. 2. Распределение температуры по высоте реактора при заданной степени превращения φ_i , %:

1. — $\varphi_1 = 99.94$, $\varphi_2 = 87.59$, $\varphi_3 = 54.94$, $\varphi_4 = 16.52$;
2. — $\varphi_1 = 100$, $\varphi_2 = 98.04$, $\varphi_3 = 76.44$, $\varphi_4 = 28.36$;
3. — $\varphi_1 = 100$, $\varphi_2 = 98.91$, $\varphi_3 = 81.24$, $\varphi_4 = 31.90$;
4. — $\varphi_1 = 100$, $\varphi_2 = 99.57$, $\varphi_3 = 86.57$, $\varphi_4 = 36.94$;
5. — по уравнению (17).

На рис. 1, 2 показано изменение степени превращения изоамиленов и пипериленов и распределение температуры по высоте реактора. В результате построения температурного профиля определена температура реакционной смеси на входе и высота реактора при различной степени превращения реагентов φ_i ($i = 1, 2, 3, 4$).

В зависимости от заданной степени превращения определяется количество вступивших в реакцию изоамиленов G_1 [кг/ч] и пипериленов G_2 [кг/ч].

Общее количество тепла в результате химической реакции:

$$Q = Q_1 + Q_2, \quad Q_1 = G_1 \cdot \Delta H_1 / M_1, \\ Q_2 = G_2 \cdot \Delta H_2 / M_2, \quad (23)$$

где M_1 , M_2 — молекулярная масса эфиров: МТАЭ и МВАЭ ($M_1 = 102$, $M_2 = 100$).

Тепло химической реакции отводится теплоносителем, подаваемым в межтрубное пространство реактора

$$Q = G_T \cdot c_{PT} \cdot (T_{TK} - T_{T0}), \quad (24)$$

где G_T — расход теплоносителя [кг/ч], T_{T0} и T_{TK} — начальная (на

входе в реактор) и конечная (на выходе) температура теплоносителя, c_{pT} – удельная теплоемкость при средней температуре теплоносителя.

При заданных значениях температуры (T_{T0}, T_{TK}) теплоносителя из уравнения теплового баланса (24) находится расход G_T .

Химическая реакция синтеза эфиров протекает в жидкой фазе на поверхности зерен катализатора с выделением тепла.

Среднее значение коэффициента теплоотдачи в трубном пространстве получается в виде:

$$\alpha_{mp} = 0.332 \cdot \rho \cdot c_p \cdot \sqrt{\frac{U_{cp} \cdot v}{l}} \cdot Pr^{-1/3}, \quad (27)$$

где $l = \pi \cdot d / 2$, U_{cp} – средняя скорость жидкости, v , ρ , c_p – кинематическая вязкость, плотность и теплоемкость смеси.

При вертикальном расположении труб в реакторе движение теплоносителя по поверхности труб на основании числа $Re = 4 \cdot \Gamma / \mu$ носит ламинарный характер, где $\Gamma = G_T / \Pi$ – линейная плотность орошения [кг/(м·с)]; μ – динамическая вязкость теплоносителя [(кгс·с)/м²]; Π – омываемый пленкой периметр труб, $\Pi = \pi \cdot d \cdot N$.

Критерий Нуссельта для пленочного режима движения жидкости по поверхности труб имеет вид

$$Nu = 0.67 \cdot (Ga^2 \cdot Pr^3 \cdot Re)^{1/9}, \quad (28)$$

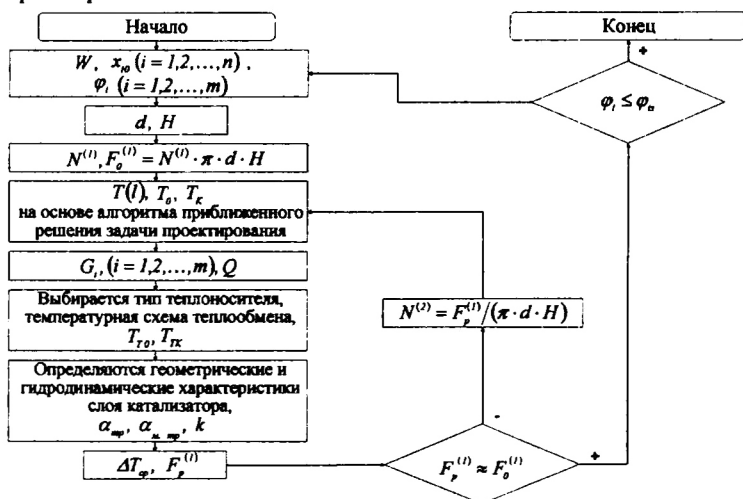
где $Ga = H^3 \cdot g / v^2$ – критерий Галилея, Pr – критерий Прандтля.

Коэффициент теплоотдачи в межтрубном пространстве записывается в виде $\alpha_{м.тр} = Nu \cdot \lambda_{ж} / H$. Расчетные значения коэффициента теплопередачи и поверхности

определяются из уравнений: $k = 1 / \left(\frac{1}{\alpha_{mp}} + \frac{\delta}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{\alpha_{м.тр}} \right)$, $F_p = \frac{Q}{\kappa \cdot \Delta T_{cp}}$. Число труб

$$N = F_p / (\pi \cdot d \cdot H).$$

На основе разработанного метода предлагается следующий алгоритм проектирования реактора:



На основе разработанного алгоритма проведено проектирование промышленного трубчатого реактора синтеза эфиров из побочных C_3 фракций углеводородов в количестве $W = 2585$ кг/ч. Принимается для проектирования трубчатый реактор с трубами диаметром 25×2 мм, заполненных мелкозернистым сульфокислотным катализатором типа КУ-23. Высота труб реактора принимается $H = 6$ м. В качестве теплоносителя в межтрубном пространстве использован конденсат пара с температурой 64°C . Задано: $N^{(l)} = 3370$; $F_0 = N^{(l)} \cdot \pi \cdot d \cdot H = 1587$ м².

Коэффициент теплоотдачи в слое катализатора $\alpha_{\text{кр}} = 90.46$ Вт/(м²·К), в межтрубном пространстве: $\alpha_{\text{м. пр}} = 30.93$ Вт/(м²·К); $k = 22.99$ Вт/(м²·К).

Определяется общее количество труб реактора и поверхность теплопередачи $F_p = 1594$ м²; $N = 3384$. Отклонение расчетных данных от заданных значений составляет $\Delta F = 0.4$ %.

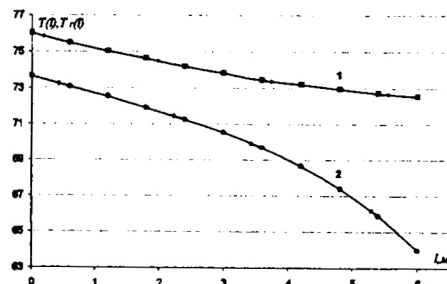


Рис. 3. Распределение температуры по высоте реактора. 1. $T(t)$, 2. $T_r(t)$.

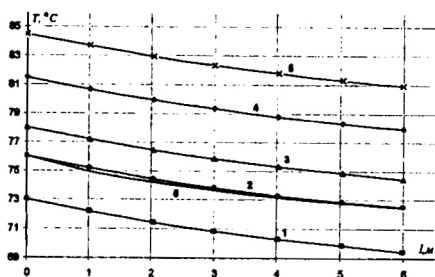


Рис. 4. Распределение температуры по высоте реактора при заданной степени превращения φ , %: $\varphi_1 = 99.94$, $\varphi_2 = 87.59$,

$$\varphi_3 = 54.94, \varphi_4 = 16.52;$$

1. — $W = 2000$ кг/ч; 2. — $W = 2585$ кг/ч;
3. — $W = 3000$ кг/ч; 4. — $W = 4000$ кг/ч;
5. — $W = 5000$ кг/ч; 6. — по уравнению (17).

пространственная координата процесса; $A(t)$, $B(t)$ — соответственно, $n \times n$, $n \times r$ — непре-

Интегрирование уравнений (17), (18) с расчетным коэффициентом теплопередачи k дает распределение температуры теплоносителя и реакционной массы $T(t)$ и $T_r(t)$ по высоте реактора при противоточном движении (рис. 3). При изменении параметров реакционной массы на входе реактора (расход, состав) изменяется степень превращения изоамиленов и пипериленов, температура в реакционной зоне при заданной высоте реактора H . Чтобы обеспечить заданную степень превращения изоамиленов и пипериленов при различных расходах исходной смеси необходимо для каждого расхода корректировать температуру смеси (рис. 4). При этом, чем больше расход исходной смеси, тем выше должна быть температура.

В четвертой главе разработан метод построения управления процессами, описываемыми линейными дифференциальными уравнениями.

Рассматривается процесс, описываемый системой линейных дифференциальных уравнений

$$\dot{x} = Ax + Bu, \quad x(t_0) = x_0, \quad t \in [t_0, T], \quad (29)$$

где $x = (x_1, x_2, \dots, x_n)$ — n -мерный вектор отклонения фазовых координат процесса от заданного или невозмущенного состояния $x(t) = 0$; t — время или про-

рывные матрицы; $u = (u_1, u_2, \dots, u_r)$ – r -мерный вектор управления процессом; T – время окончания процесса или граница пространственной координаты области.

На множестве управлений $u(x, t)$ и траекторий $x(t)$ заданы функционалы $J_k(u)$ ($k = 1, 2, \dots, m$), которые характеризуют интегральные квадратичные отклонения фазовых переменных от заданных значений. На эти функционалы наложены ограничения типа неравенств

$$a_k \leq J_k(u) = \int_{t_0}^T (c_k x_k^2 + r_k u_k^2) dt + \beta_k x_k^2(T) \leq A_k, \quad (30)$$

где c_k, r_k, β_k – заданные весовые коэффициенты; a_k, A_k – нижние и верхние предельно допустимые значения функционалов.

Требуется построить управление $u(x, t) \in U$ для процесса (29), которое удовлетворяет неравенствам (30). Здесь U – область допустимых значений управления.

Для построения управления в данной задаче применяется метод решения основной задачи управления в сочетании с методом динамического программирования и методом функций Ляпунова.

Введем обозначения $\gamma_k(u) = \int_{t_0}^T h_k(x, u, t) dt$, $S(x, t) = \min_{u \in U} \max_{k \in \{1, 2, \dots, 2m\}} \int_{t_0}^T h_k(x, u, t) dt$. Неравенства (30) эквивалентны неравенствам $\gamma_k(u) \leq 1$, $k = 1, 2, \dots, 2m$.

Необходимое и достаточное условие существования решения задачи записывается в виде (6), (7). Функция $S(x, t)$ строится в виде определенно положительной квадратичной формы $S(x, t) = \sum_{i,j=1}^n S_{i,j}(t) \cdot x_i x_j > 0$, удовлетворяющей при любом $t \in [t_0, T]$ условию $dS/dt \leq 0$.

Построение допустимого управления проводится методом последовательных приближений. Первое приближение управления $u^{(0)}$ задается в виде линейной функции от x : $u_0 = -\frac{1}{2b_k} \sum_{i,j=1}^n S_{i,j}(t) b_{i,j} x_i$. При управлении $u^{(0)}$ решается система уравнений (29), вычисляются функции $h_k(x, u, t)$ ($k = 1, 2, \dots, 2m$), находится $\max_{k \in \{1, 2, \dots, 2m\}} h_k(x, u, t)$ и составляется уравнение при управлении $u^{(0)}$

$$h_k^0(x, t, T) + b_k \cdot u_0^2 + \sum_{i,j=1}^n \frac{\partial S_{i,j}}{\partial t} \cdot x_i x_j + \sum_{i,j=1}^n S_{i,j} x_i \cdot (a_{i,j} x_j + b_{i,j} u_0) = 0.$$

Решение данного уравнения дает первое приближение функции $S_{i,j}^{(1)}(t)$, и соответственно первое приближение $S^{(1)}(x, t) = \sum_{i,j=1}^n S_{i,j}^{(1)} \cdot x_i x_j$. $u^{(0)}$ – решение задачи, если при $t = t_0$ выполняется условие $S^{(1)}(x_0, t_0) \leq 1$. В противном случае находится следующее приближение управления $u^{(1)} = u^{(0)} \pm \varepsilon \cdot \frac{\partial K}{\partial u}$, где ε – шаг спуска к минимуму функции $K(u)$.

Рассматривается процесс, описываемый уравнением

$$\dot{x} = ax + bu, \quad x(t_0) = x_0, \quad \lim_{t \rightarrow \infty} x = 0, \quad (31)$$

где a, b – заданные коэффициенты; x и u – скалярные функции.

Требуется определить управление $u(x)$ процессом (31) в классе гладких функций, принимающих свои значения из неограниченной открытой области, при котором выполняются условия:

$$J_1(u) = \int_0^{\infty} x^2 dt \leq A_1, \quad J_2(u) = \int_0^{\infty} u^2 dt \leq A_2. \quad (32)$$

Вводя функционалы $\gamma_1 = J_1/A_1$, $\gamma_2 = J_2/A_2$, $h_1 = x^2/A_1$, $h_2 = u^2/A_2$, условия (32) запишутся в виде: $\gamma_1 \leq 1$, $\gamma_2 \leq 1$. Функцию $S(x, t)$ примем в виде $S = S_0 x^2$, $S_0 = const$. Производная dS/dt в силу уравнения (31) примет вид $dS/dt = 2xS_0(ax + bu)$.

В первом приближении $u^{(1)} = 0$. Тогда $\max_{k=1,2} h_k(x, u) = x^2/A_1$. $\left(\frac{x^2}{A_1} + \frac{dS}{dt} \right)_{u^{(1)}} = 0$.

$S_0 = -1/(2aA_1)$. Условие асимптотической устойчивости процесса (31) при управлении $u^{(1)} = 0$ выполняются только при $a < 0$ и имеет вид:

$$S^{(1)}(x, t) = S_0^{(1)} x^2 = \frac{x^2}{2|a|A_1} > 0, \quad \frac{dS^{(1)}}{dt} = 2S_0^{(1)} x^2 a = -\frac{x^2}{A_1} < 0.$$

Если $|x_0| \leq \sqrt{2|a|A_1}$, тогда $S(x_0, t_0) \leq 1$ и $u^{(1)} = 0$ – одно решение задачи. В противном случае находится второе приближение управления $u^{(2)}$. $u^{(2)} = u^{(1)} - \varepsilon \frac{\partial K}{\partial u} \Big|_{u=u^{(1)}} = -\frac{\varepsilon b}{aA_1} x$, где $\varepsilon = \frac{a}{b} \sqrt{A_1 A_2}$ – величина шага спуска к минимуму функции $K(u)$. Получим $u^{(2)} = -\sqrt{A_2/A_1} x$.

Если начальное условие x_0 при управлении $u^{(2)} = -\sqrt{A_2/A_1} x$ удовлетворяет неравенству

$$|x_0| \leq \sqrt{2A_1(b\sqrt{A_2/A_1} - a)}, \quad (33)$$

то $S(x_0, t_0) \leq 1$ и управление $u^{(2)}$ является решением задачи аналитического проектирования. В случае, когда нарушается условие (33), находится следующее приближение управления $u^{(3)} = u^{(2)} - \varepsilon \frac{\partial K}{\partial u} \Big|_{u=u^{(2)}} = \sqrt{A_2/A_1} x$. Продолжая процесс последовательных

приближений, найдем $u^{(4)} = -2ax/b$. В качестве управления u_0 можно выбрать любое сочетание параметров a, b, A_1, A_2 и получить условия существования решения задачи аналитического проектирования.

Совокупность параметров задачи в законе регулирования определяет коэффициент усиления регулятора. Поэтому их следует подбирать из условий качества переходного процесса, например, времени регулирования.

На основе рассмотренного метода решена задача аналитического проектирования регулятора уровня жидкости в кубе ректификационной колонны процесса синтеза эфиров.

Задача управления заключается в поддержании уровня жидкости в кубе колонны на заданном значении при изменении внешних воздействий (возмущений).

Паровой поток в колонне V связан с расходом греющего пара в кипятильник колонны уравнением теплового баланса $V \cdot r_{cn} = G \cdot r_{2,n}$, где G – расход водяного насыщенного пара в кипятильник колонны, $r_{2,n}$, r_{cn} – теплота конденсации насыщенно-

го пара и испарения кубовой жидкости.

Уравнение материального баланса в отклонениях от заданного значения

$$B \frac{dx}{dt} = u, \quad (34)$$

где $x = \Delta h$, $u = \Delta V$, с начальными условиями $x(0) = x_0$ — измеряемая величина отклонения уровня в начальный момент времени $t = 0$; Δh , ΔV — отклонение уровня и расхода парового потока по колонне; B — сечение куба.

Требуется найти закон управления $u(x)$ для процесса, описываемого уравнением (34), при котором отклонения уровня и расхода пара от заданных значений не превосходят допустимых величин:

$$J_1 = \int_0^{\infty} x^2 dt \leq A_1, \quad J_2 = \int_0^{\infty} u^2 dt \leq A_2, \quad \gamma_1 = \int_0^{\infty} \frac{x^2}{A_1} dt \leq 1, \quad \gamma_2 = \int_0^{\infty} \frac{u^2}{A_2} dt \leq 1 \quad (35)$$

где A_1 , A_2 — предельно допустимые заданные значения интегральных отклонений.

Задача решается методом последовательных приближений.

В первом приближении примем управление u в виде $u_0^{(1)} = -bx$, где $b = \text{const}$.

$S(x, t) = S_0 x^2$. Решение уравнения (34) при данном управлении имеет вид $x = x_0 e^{-\frac{b}{B}t}$.

Значения функционалов γ_1 и γ_2 равны: $\gamma_1 = \int_0^{\infty} \frac{x_0^2}{A_1} e^{-\frac{2b}{B}t} dt$, $\gamma_2 = \int_0^{\infty} \frac{b^2}{A_2} x_0^2 e^{-\frac{2b}{B}t} dt$.

Сравнивая значения γ_1 и γ_2 , имеем два случая: 1) при $b > \sqrt{A_2/A_1}$, $\gamma_2 > \gamma_1$ и $\max(h_1, h_2) = h_2(x, t)$; 2) при $b < \sqrt{A_2/A_1}$, $\gamma_1 > \gamma_2$ и $\max(h_1, h_2) = h_1(x, t)$. В случае, когда $\frac{1}{A_1} = \frac{b^2}{A_2}$ имеем $\gamma_1 = \gamma_2$. Здесь $h_1(x, t)$ и $h_2(x, t)$ — подынтегральные функции функционалов γ_1 и γ_2 в выражениях (35). Решение задачи получаем в случае, когда $\gamma_2 > \gamma_1$, управление $u_0^{(1)} = -bx$ удовлетворяет условию

$$S^{(1)}(x_0, 0) = x_0^2 bB / (2A_2) \leq 1, \quad x_0 \leq \sqrt{2A_2 / (bB)}, \quad b > \sqrt{A_2 / A_1}. \quad (36)$$

В общем случае выбором коэффициента усиления b можно добиться выполнения неравенства (36).

Для уменьшения времени переходного процесса необходимо увеличение коэффициента пропорциональности b . При заданных значениях A_1 и A_2 коэффициент пропорциональности регулятора b выбирается из условий (36)

$$\sqrt{A_2 / A_1} < b \leq 2A_2 / (Bx_0^2). \quad (37)$$

Время регулирования уровня в кубе колонны равно $x(T) = 0.05x_0 = x_0 e^{-\frac{8b}{B}T}$, $T = \frac{3B}{8b}$. Пусть $A_1 = 1 \cdot 10^{-2}$, $A_2 = 1$.

На рис. 5, 6 приведены зависимости отклонения уровня и расхода пара от заданных значений при различных величинах коэффициента пропорциональности $b > \sqrt{A_2 / A_1}$ и $x_0 = 0.05m \leq \sqrt{2A_2 / (bB)}$. После поступления возмущающего воздействия в виде изменения расхода жидкости или пара в колонну производится измерение отклонения уровня в кубе x_0 . Затем по измеренному значению x_0 выбирается коэффи-

коэффициент пропорциональности регулятора b (37). Определяется время регулирования. Если время регулирования удовлетворяет, тогда коэффициент пропорциональности выставляется как уставка регулятору уровня жидкости.

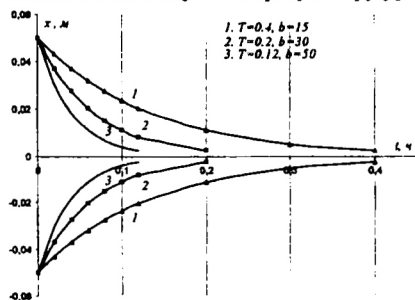


Рис. 5. Зависимость отклонения уровня от времени и коэффициента пропорциональности b при $x_0 = \pm 0.05$ м.

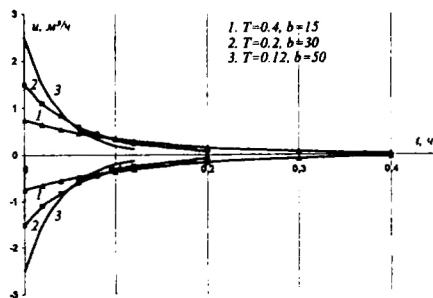


Рис. 6. Зависимость расхода пара от времени и коэффициента пропорциональности b при $x_0 = \pm 0.05$ м.

ОСНОВНЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ РАБОТЫ

1. Сформулирована многокритериальная задача управления и проектирования технологических процессов, описываемых системами обыкновенных дифференциальных уравнений по условиям удовлетворительного функционирования. Условия удовлетворительного функционирования, заданные требованиями ТЗ на проектирование, представлены в виде ограничений на качественные и количественные характеристики получаемых продуктов, параметры технологического режима и конструкции аппаратов, эксплуатационные и капитальные затраты.

2. Для решения многокритериальной задачи проектирования (управления) технологических процессов разработан метод, основанный на методологии аналитического проектирования в сочетании с методом динамического программирования и функций Ляпунова. Получено функциональное уравнение в многокритериальных задачах синтеза аналогичное уравнению Беллмана в теории динамического программирования. Разработан алгоритм приближенного решения задачи синтеза управления.

3. На основе разработанного метода решена задача проектирования трубчатого химического реактора для проведения процесса синтеза эфиров. На основе уравнений кинетики химической реакции получены интегральные показатели качества процесса — степень превращения компонентов исходной реакционной смеси, на которые наложены ограничения в виде неравенств. Проектируемые конструктивные и технологические параметры реактора определены из условия заданной степени превращения реагентов. Разработан алгоритм проектирования трубчатых химических реакторов.

4. Разработан метод последовательных приближений решения многокритериальной задачи синтеза управления для линейных систем при ограничениях на интегральные квадратичные отклонения фазовых координат процесса и управления. Применение метода показано на примере синтеза управления для линейного объекта первого порядка.

5. Для промышленной ректификационной установки решена задача аналитического конструирования регулятора (АРК) уровня жидкости в кубе колонны.

Основное содержание диссертации опубликовано в следующих работах:

в научных журналах, рекомендованных ВАК:

1. Долганов А.В., Елизаров В.В. Применение метода динамического программирования в задаче аналитического проектирования динамических систем // Вестник КГТУ им. А.Н. Туполева, 2008. № 1. С.79-82.

2. Долганов А.В., Елизаров В.В., Елизаров В.И. Синтез управления в задаче аналитического проектирования линейных систем // Вестник КГТУ им. А.Н. Туполева, 2008. № 2. С.64-70.

3. Долганов А.В., Елизаров В.В. Математическое моделирование технологического процесса синтеза эфиров в трубчатом реакторе // Вестник КГТУ им. А.Н. Туполева, 2009. № 1. С.94-99.

в других журналах и материалах научных конференций:

4. Долганов А.В., Елизаров В.В. Предпроектная разработка трубчатого реактора синтеза эфиров // Вестник Казанского технологического университета, 2009. № 3, Ч.I. С.64-72.

5. Долганов А.В., Елизаров В.В., Елизаров В.И. Решение многокритериальной задачи синтеза методом перебора функционалов // Математические методы в технике и технологиях – ММТТ-21 (27 – 30 мая 2008 г.): Сб. трудов XXI Международ. науч. конф. в 10 т. Т.2. Секция 2, 6 / под общ. ред. В.С. Балакирева. Саратов: Изд-во Саратов. гос. техн. ун-та, 2008. С.20-23.

6. Долганов А.В., Елизаров В.В. Применение метода динамического программирования в многокритериальных задачах синтеза технических систем // Устойчивость и колебания нелинейных систем управления: Тезисы докладов X международного семинара им. Е.С. Пятницкого. Москва, ИПУ РАН, 3 - 6 июня 2008 г. М.: Изд-во ИПУ РАН, 2008. С.94-96.

7. Долганов А.В., Елизаров В.В. Управление и устойчивость в многокритериальных задачах синтеза линейных систем // Устойчивость, управление и динамика твердого тела: Тезисы докладов X Международной конференции (5–10 июня 2008 г.). Донецк: Изд-во ИПММ НАНУ, 2008. С.33-35.

8. Долганов А.В., Елизаров В.В. Управление многокритериальными процессами с применением динамического программирования // Аналитическая механика, устойчивость и управление движением: Материалы Всероссийского семинара, посвященного столетию Кузьмина П.А., Казань, КГТУ им. А.Н. Туполева, 11-12 ноября 2008 г. Казань: Изд-во КГТУ им. А.Н. Туполева, 2008. С.122-123.

Автор выражает благодарность за научные консультации кандидату технических наук, доценту Елизарову В.В.

10~